

ВЛИЯНИЕ СКОРОСТИ ПОТОКА НА РАЗДЕЛЕНИЕ РАСТВОРА NaCl В ОБРАТНООСМОТИЧЕСКОМ РУЛОННОМ ЭЛЕМЕНТЕ

Ю.Н. ЖИЛИН, доц., МГУЛ, канд. тех. наук⁽¹⁾

iouri-jiline@yandex.ru

⁽¹⁾ФГБОУ ВПО «Московский государственный университет леса»
141005, Московская обл., г. Мытищи-5, ул. 1-я институтская, д. 1, МГУЛ

Анализ влияния скорости на процесс обратноосмотического разделения проводился путем расчетов по специально разработанной математической модели. Модель рассматривает ламинарное движение потока раствора, движущегося под избыточным давлением в узком плоском мембранном канале. Она учитывает изменение концентрации пермеата и производительности мембраны в зависимости от величины концентрационной поляризации, меняющейся по длине канала. Суть расчета заключается в следующем: канал разбивается на несколько участков, на каждом из которых, начиная с первого, двумя путями вычисляется концентрация раствора. Первый путь предусматривает использование балансовых соотношений, второй – меняющуюся форму профиля концентрации по сечению канала. Величина концентрации, вычисленная двумя этими путями, должна укладываться в заданную погрешность расчета. Этого добиваются подбором значения концентрации у мембранной поверхности, используя метод итераций. В данной работе модель адаптирована к расчету процесса обессоливания раствора NaCl в рулонном обратноосмотическом элементе BW30-400 фирмы Filmtec, США. Величина скорости на входе в элемент варьировалась от 0,227 м/с (скорость в стандартных условиях работы) до 0,057 м/с. Расчеты показывают, что при заданном коэффициенте очистки пермеата (в работе выбран $K_{\text{оч}} = 21,8$) снижение скорости положительно сказывается на процессе разделения: сокращаются затраты в связи с уменьшением расхода исходного потока, экономится рабочая площадь мембран. Кроме того, снижается гидравлическое сопротивление напорного канала. Это положительно сказывается на движущей силе процесса и нивелирует «телескопический эффект» в элементе, сокращающий срок его службы. Полученный вывод справедлив для случая применения в элементе высокоселективных мембран, когда коэффициент очистки, рассчитанный для стандартных условий Коч ст, превышает задаваемую величину $K_{\text{оч}}$ (в работе $K_{\text{оч ст}} = 31,0 > K_{\text{оч}} = 21,8$).

Ключевые слова: полупроницаемые мембраны, обратный осмос, баромембранные процессы, рулонный мембранный модуль

Обратный осмос – это баромембранный процесс разделения растворов. Он используется в различных отраслях народного хозяйства, где необходима очистка водных растворов (технологические, сточные воды, опреснение), в основном от минеральных солей [1, 2]. Используется он и в лесопромышленном комплексе, особенно в целлюлозно-бумажной промышленности [3, 4]. Среди существующих конструкций (трубчатые, волоконные, плоскокамерные), благодаря компактности и относительной простоте, широко используются рулонные аппараты со спирально накрученными на пермеатотводящую трубку мембранными пакетами, их доля на рынке обратного осмоса достигает 90 % [5, 6]. Напорный канал в таких аппаратах можно представить в виде плоской щели со стенками из полупроницаемых мембран и поперечным отводом пермеата.

В процессе разделения у поверхности мембраны накапливается задерживаемое растворенное вещество – возникает концентрационная поляризация. Она ухудшает качество разделения. Для борьбы с этим отри-

цательным явлением предложены различные методы борьбы, в том числе перемешивание разделяемого раствора путем увеличения скорости потока в напорном канале [7, 8]. Однако это связано с ростом энергозатрат и, как следствие, удорожанием процесса. Перед технологом стоит проблема поиска минимальной скорости, при которой еще приемлемо качество разделения.

В настоящей работе предложена оценка влияния величины скорости потока на процесс разделения в рулонном обратноосмотическом элементе путем расчета величин потоков прошедшего через мембрану пермеата и задержанного ею ретанта (концентрата), а также содержания в них растворенных веществ с учетом концентрационной поляризации. Расчет базируется на использовании математической модели, описанной в работе [9]. В ее основу положены балансовые соотношения, а также скоростной и концентрационный профили, предложенные В.А.Смирновым и опубликованные в работе [10]. Основными расчетными величинами являются расход пермеата $V_{\text{п}}$ и массовая концентрация раство-

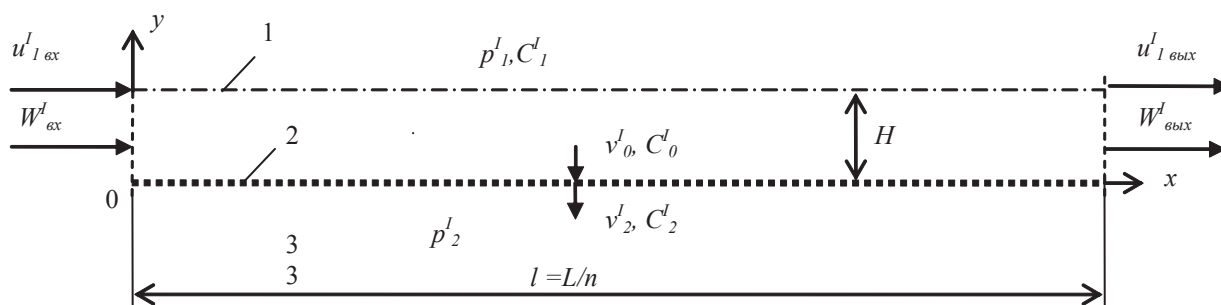


Рисунок. Поток в плоском мембранном канале, первый участок разбиения: 1 – ось напорного канала, 2 – мембрана, 3 – дренажный канал

Fig. Flows in a flat membrane channel, a first portion of the partition: 1 – axis flow channel, 2 – membrane 3 – drain channel

ренного вещества в нем $C_{\text{п}}$. Суть расчета заключается в следующем.

Напорный канал полувысотой H и длиной L , в котором ламинарно движется разделяемый раствор, разбивается на n равных участков длиной l (рисунок).

Далее используется пошаговый итерационный метод. Расчет начинается с первого участка разбиения. На его входе рабочее давление p , концентрация C и средняя скорость W принимают свои начальные значения: $p_{\text{вх}} = p_{\text{нач}}$; $C_{1\text{вх}} = C_{\text{нач}}$; $W = W_{\text{вх}}$.

Узловой момент вычислений – определение концентрации у поверхности мембраны C_0^I . Для этого задается $C_0^I > C_{\text{нач}}$ и производится независимый расчет приведенной концентрации на выходе из участка по уравнениям (1) и (2)

$$\dot{C}_{\text{вых}} = \frac{\alpha_1}{W_{\text{вых}}^I} \left(\dot{C}_{\text{вх}}^I W_{\text{вх}}^I - \frac{C_2^I v_2^I l}{H} \right), \quad (1)$$

где

$$W_{\text{вых}}^I = W_{\text{вх}}^I - \frac{\rho_o^I v_o^I l}{\rho_{\text{вх}}^I H} \text{ при } \rho_{\text{вх}}^I = (\rho_1^I + \rho_o^I) / 2,$$

а плотность раствора NaCl определяется по полуэмпирическому выражению:

$$\rho = 1000 + 0,6C - 0,1t,$$

где t – температура разделяемого раствора, °C

$$\dot{C}_{\text{вых}} = C_0 \alpha_3 - (C_0 - C_1) \alpha_4 + C_1 (\alpha_1 - \alpha_3); \quad (2)$$

где в условиях гидродинамически установившегося потока

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= \int_0^{\frac{1}{k}} u(\eta) d\eta = \int_0^{\frac{1}{k}} A e^{-a\eta} \sin(b\eta) d\eta = \\ &= \frac{A}{a^2 + b^2} [b - e^{-a} (a \cdot \sin b + b \cdot \cos b)]; \quad (3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_2 &= \int_0^{\frac{1}{k}} u(\eta) [1 - C(\eta)] d\eta = \\ &= [b - e^{-a} (a \sin b + b \cos b)]; \quad (4) \end{aligned}$$

$$\alpha_3 = \frac{A}{a^2 + b^2} [b - e^{-\frac{a}{k}} (a \cdot \sin(\frac{b}{k}) + b \cdot \cos(\frac{b}{k}))]; \quad (5)$$

$$\begin{aligned} \alpha_4 &= \left[\frac{a(k+1)e^{-a(1+\frac{1}{k})} + b(k-1)\sin(b-\frac{b}{k}) -}{a^2(k+1)^2 + b^2(k-1)^2} - \right. \\ &\quad \left. - \frac{ae^{a(1+\frac{1}{k})} + b\sin(b+\frac{b}{k}) - a\cos(b+\frac{b}{k})}{(k+1)(a^2 + b^2)} \right] \frac{A^2 e^{-a(1+\frac{1}{k})}}{2} \quad (6) \end{aligned}$$

$$A = 1,724(1 + 0,037Re_v); \quad (7)$$

$$a = 0,436(1 + 0,064Re_v); \quad (8)$$

$$b = 1,159(1 - 0,008Re_v); \quad (9)$$

Расхождение в результатах вычислений по этим двум уравнениям должно укладываться в заданную погрешность, например, $|\Delta \dot{C}_{\text{вых}}| < 5 \cdot 10^{-6} \text{ кг/м}^3$. Но перед расчетом $\dot{C}_{\text{вых}}$ необходимо найти величины C_2^I , v_2^I , k^I и Re_v .

Концентрацию пермеата C_2^I определяют через истинную селективность мембраны $\phi_{\text{ист}}^I$ (она показывает качество разделения по отношению к концентрации раствора у поверхности мембраны C_0^I)

$$C_2^I = C_0^I (1 - \phi_{\text{ист}}^I), \quad (10)$$

$\phi_{\text{ист}}^I$ определяется по известной из опыта или литературных источников зависимости, куда входят селективность мембраны, измеренная в стандартных условиях, $\phi_{\text{ст}}$, концентрация C , рабочее давление p и температура T . В случае

разделения раствора $NaCl$ на полиамидной мембране обработка опытных данных дает (она отличается от приведенной в работе [9] уточненными коэффициентами)

$$\varphi_{ист} = \varphi_{ст} (1,0001 - 43,5 \cdot 10^{-6} C_0 - 22,3 \cdot 10^{-6} C_0^2 + 43 \cdot 10^{-9} C_0^3) \cdot (0,935 + 0,0026 t) (0,85343 + 0,0541 \ln \Delta p), \quad (11)$$

при условии: $C_{NaCl} < 100 \text{ кг/м}^3$; $4^\circ \leq t \leq 45^\circ$; $6 \text{ бар} \leq \Delta p \leq 23 \text{ бар}$; $\Delta p = p - p_2$.

Скорость отвода пермеата v'_2 соответствует удельной производительности мембраны G' на этом участке и находится по основному уравнению массопередачи

$$v'_2 = G' = K_{Мб} \cdot \Delta = K_{Мб} \cdot [(p' - p'_2) - (\pi'_0 - \pi'_2)], \quad (12)$$

где $K_{Мб}$ – коэффициент скорости массопереноса через мембрану, м/сПа ;

Δ – движущая сила процесса, Па ;

p' , p'_2 – давление над мембраной и в пермеате, Па ;

π'_0 , π'_2 – осмотическое давление у поверхности мембраны и в пермеате, Па .

Коэффициент $K_{Мб}$ рассчитывается как отношение удельной производительности G к движущей силе Δ в стандартных условиях и корректируется на рабочие концентрацию, давление и температуру. Он может быть определен опытным путем. Для полиамидной мембраны, например

$$K_{Мб} = 10^{-(3,061 + 916/T)} \quad (13)$$

где T – абсолютная температура разделяемого раствора, K .

Величину осмотического давления берут из справочной литературы или рассчитывают по уравнению Вант-Гоффа

$$\Delta \pi = \pi'_0 - \pi'_2 = iRT(C'_0 - C'_2) / M = 8,314 iTC'_0 \varphi'_{ист} / M, \quad (14)$$

где i – изотонический коэффициент;

M – молярная масса растворенного вещества, г/моль .

Величину k определяют по уравнению

$$k = \left(H v_2 \left(\frac{p_2}{p_0} - 1 + \phi_{ucm} \right) \right) / \left(Ab D_0 \left(1 - \frac{C_1}{C_0} \right) \right). \quad (15)$$

Так как в зоне концентрационной стабилизации ($x \geq x_\Delta$) величина $k = 1$, то уравнение (15) может быть использовано и для определения C_1 на оси потока

$$C_1 = C_0 \left(1 - \frac{(p_2/p_0 - 1 + \phi_{ucm}) H \cdot v_2}{Ab D_0} \right). \quad (15')$$

Входящие сюда коэффициент диффузии у поверхности мембраны D_0 и коэффициент динамической вязкости μ_0 определяют по полуэмпирическим выражениям (16) и (17)

$$D = T / \mu (8500 - 13,6T) 10^{-18} \quad (16)$$

$$\mu = (1 + 0,002C) 10^{(-5,94 + 862/T)}. \quad (17)$$

Наконец, вычисляют число Re_v для поперечного потока, возникающего вблизи поверхности мембраны

$$Re_v = \frac{v_0 H \rho_0}{\mu_0}, \quad (18)$$

где

$$v'_0 = \rho'_2 v'_2 / \rho'_0. \quad (19)$$

Теперь становится возможным нахождение приведенной концентрации по уравнениям (1) и (2). Если расхождение $|\Delta \dot{C}_{вых}|$ превышает заданное, то производится перерасчет приведенной концентрации итерированием значения C'_0 . При достижении желаемой точности расчета реализуется переход на вычисление следующих технологических параметров:

– Концентрация вещества в концентрате, C_k , после прохождения n участков разбиения

$$C_k = \frac{m_{нач} - \sum_1^n m^i}{V_{нач} - \sum_1^n V_n^i} = \frac{W_{нач} HC_{нач} - \sum_1^m v_2^i C_2^i l}{W_{нач} H - \sum_1^m v_2^i l}, \quad (20)$$

где $m_{нач}$, m^i – масса вещества на входе в канал и масса его, ушедшая в объем пермеата V_n^i на i -том участке разбиения;

$V_{нач}$, $W_{нач}$ – объемный расход и скорость потока на входе в канал.

– Концентрация вещества в пермеате, C_π , после прохождения n участков разбиения

$$C_\pi = \frac{\sum_1^n m^i}{\sum_1^n V_n^i} = \frac{\sum_1^n v_2^i C_2^i}{\sum_1^n v_2^i}. \quad (21)$$

– Коэффициент извлечения K_π , показывает долю исходного потока, перешедшую в пермеат после прохождения n участков разбиения

$$K_{\text{и}} = \frac{\sum_1^n V_n^i}{V_{\text{нач}}} = \frac{\sum_1^n v_2^i l}{W_{\text{нач}} H}. \quad (22)$$

– Коэффициент очистки $K_{\text{оч}}$, характеризует соотношение концентрации вещества в начальном растворе и пермеате после прохода n участков разбиения

$$K_{\text{оч}} = \frac{C_{\text{нач}}}{C_n} = \frac{C_{\text{нач}} \sum_1^n v_2^i}{\sum_1^n v_2^i C_2^i}. \quad (23)$$

Эффективность работы аппарата тем выше, чем ближе к единице величина $K_{\text{и}}$ при данном значении $K_{\text{оч}}$. Если в ходе расчетов величина k становится равной или меньше единицы, то реализуется переход на другой алгоритм: принимается $k = 1$ и по уравнению (15') вычисляется значение C_1^i .

На этом расчет первого участка завершается и происходит переход на следующий участок разбиения. Для этого выходные параметры предыдущего участка перезадаются как входные $C_1^i = C_1^{i-1}$; $C_0^i = C_0^{i-1}$; $p_{\text{вх}}^i = p_{\text{вх}}^{i-1}$ и т. д. Расчет заканчивается вычислениями на последнем, n -ном участке разбиения. В результате получаем окончательные значения C_k , C_n , $K_{\text{и}}$, $K_{\text{оч}}$, $p_{\text{вых}}$ на выходе из канала.

Используем данную математическую модель для расчета рулонного обратноосмотического элемента, считая его напорный канал плоским. Выберем для этого элемент модели BW30-400 фирмы *Filmtec*, США (табл. 1).

Воспользуемся расчетными данными, приведенными в работе [9] по разделению раствора NaCl в стандартных условиях с начальной скоростью потока $W_{\text{нач}} = 0,227$ м/с, что соответствует ламинарному режиму течения ($Re \sim 200$). С целью анализа влияния начальной скорости на параметры разделения повторим расчет в тех же условиях, вчетверо уменьшив ее величину $W_{\text{нач}} = 0,057$ м/с. Учет при этом изменение перепада давления в канале, которое при ламинарном движении линейно зависит от скорости потока. В нашем случае уменьшение скорости от 0,227 до 0,057 м/с приведет к пропорциональному

снижению $\Delta p_{\text{нап}}$ от 0,7 до 0,18 бар. Результаты расчетов по разделению при указанных начальных скоростях объединены в табл. 2.

Данные табл. 2 подтверждают очевидную тенденцию ухудшения качества пермеата ($K_{\text{оч}}$ уменьшился почти в 1,5 раза), и увеличения его доли с ($K_{\text{и}}$ увеличился почти в 4 раза) с уменьшением $W_{\text{нач}}$ в 4 раза. Отметим важное обстоятельство: при уменьшении скорости потока ухудшение качества пермеата происходит медленнее, чем растет доля получаемого пермеата. То есть, в случае, когда не требуется достижение максимального коэффициента очистки, экономичнее проводить разделение на меньших скоростях потока.

Проверим это предположение, сравнив результаты разделения при упомянутых начальных скоростях потока, но для одинакового коэффициента очистки. Возьмем для удобства величину $K_{\text{оч}} = 21,8$, которая была получена для $W_{\text{нач}} = 0,057$ м/с. В случае $W_{\text{нач}} = 0,227$ м/с для достижения такой же величины $K_{\text{оч}}$ необходимо продолжить разделение, последовательно добавляя рулонные элементы. Расчеты показывают, что для достижения величины $K_{\text{оч}}$, близкой к 21,8, необходимо добавить еще два элемента. Результаты вычислений для каждого элемента приведены в табл. 3.

По данным табл. 3 рассчитаем величины общего коэффициента извлечения и общего коэффициента очистки пермеата со всех трех элементов

$$\sum_3 K_{\text{и}} = 0,149 + 0,138 + 0,127 = 0,414. \quad (24)$$

$$\begin{aligned} \sum_3 K_{\text{оч}} &= \frac{C_{\text{нач}}}{\sum_3 C_n} = \frac{C_{\text{нач}} \sum_3 K_{\text{и}}}{\sum_3 C_n \cdot K_{\text{и}}} = \\ &= \frac{1,5 \cdot 0,414}{0,0485 \cdot 0,149 + 0,0624 \cdot 0,138 + 0,0803 \cdot 0,127} = \\ &= 23,8. \end{aligned} \quad (25)$$

Видим, что при практически одинаковой глубине очистки разделение при скорости 0,227 м/с требует втрое большей мембранной поверхности, чем при 0,057 м/с, а доля получаемого пермеата $K_{\text{и}}$ уменьшается более чем на треть: от 0,564 до 0,414.

Паспортные характеристики элемента модели BW30-400 фирмы Filmtec, США
Specifications of the model element BW30-400 of the company Filmtec, USA

Длина напорного канала (длина элемента) L	0,9 м
Высота напорного канала $2H$	0,5 мм
Ширина напорного канала (длина мембранного пакета) B	0,9 м
Число пакетов в элементе N	24
Стандартная селективность $\phi_{ст}$	97,9 %
Стандартная производительность по пермеату $G_{ст.}$	34 л / (м ² ч)
(Стандартные условия: концентрация исходного разделяемого раствора $NaCl$ $C_{NaCl\ x} = 1,5$ г/л, избыточное давление раствора на входе в элемент $p_{вх} = 16$ бар, $K_{и} = 0,15$, $t = 25^{\circ}$)	
Перепад давления в напорном канале $\Delta p_{нап}$	0,70 бар
Перепад давления в дренажном канале $\Delta p_{др}$	1,0 бар

Т а б л и ц а 2

Параметры разделяемого раствора $NaCl$ на выходе из элемента при различных начальных скоростях потока
The parameters of a shared $NaCl$ solution at the outlet of the element at different initial flow rates

$W_{нач}$, м/с	$W_{вых}$, м/с	$k_{вых}$	$C_{к\gamma}$, кг/м ³	$C_{п\gamma}$, кг/м ³	$K_{и}$	$K_{оч}$	$\Delta p_{нап}$, бар
0,227	0,195	1,80	1,75	0,0485	0,149	31,0	0,70
0,057	0,027	1,00	3,35	0,0688	0,564	21,8	0,18

Т а б л и ц а 3

Результаты расчета параметров на выходе из рулонных элементов
($C_{нач} = 1,5$ кг/м³; $p_{нач} = 17$ бар; $W_{нач} = 0,227$ м/с)
The results of the calculation of parameters at the output of the rolling elements
($C_{нач} = 1,5$ kg/m³; $p_{нач} = 17$ bar; $W_{нач} = 0,227$ m/s)

№ элемента	$W_{вых}$, м/с	k	$C_{к\gamma}$, кг/м ³	$C_{п\gamma}$, кг/м ³	$K_{и}$	$K_{оч}$	$\Delta p_{нап}$, бар	$p_{вых}$, бар
1	0,195	1,80	1,75	0,0485	0,149	31,0	0,70	16,30
2	0,165	1,68	2,07	0,0624	0,138	24,0	0,60	15,70
3	0,135	1,57	2,49	0,0803	0,127	18,7	0,51	15,19

Таким образом, приведенные расчеты подтверждают целесообразность снижения рабочей скорости для получения заданного качества пермеата. Во-первых, сокращаются экономические затраты в связи с уменьшением расхода исходного потока и требуемой рабочей площади мембран. Во-вторых, уменьшение скорости снижает гидравлическое сопротивление напорного канала. Это положительно сказывается не только на движущей силе процесса, но и нивелирует

проявление «телескопического эффекта», который провоцирует смещение слоев навитых мембранных пакетов под действием гидравлического сопротивления и сокращает тем самым срок службы элемента. Полученный вывод справедлив для случая применения в элементе высокоселективных мембран, когда коэффициент очистки, рассчитанный для стандартных условий $K_{оч\ ст}$ превышает по величине задаваемую величину $K_{оч}$. (В нашем случае $K_{оч\ ст} = 31,0 > K_{оч} = 21,8$).

Библиографический список / References

1. A.Bodalo-Santoyo, J.L.Gomez-Carrasco, E.Gomez-Gomez, M.F.Maximj-Martin, A.M.Hidalgo-Montesinos. Spiral-wound membrane reverse osmosis and the treatment of industrial effluents. *Desalination*, v.160, issues 2, t. 5, 15 January, 2004, pp. 151-158.
2. U. Kremser, G. Drescher, S. Otto, V. Recknagel. First operating experience with the treatment of 3,100 m³/h of Elbe River water by means of reverse osmosis to produce process water and demineralised water for use in the pulp industry. *Desalination*, V. 189, issues 1-3, 1 March 2006, pp. 1236-1243.
3. M.J. Simpson, G.R.Groves. Treatment of pulp/paper bleach effluents by reverse osmosis. *Desalination*, v.47, issues 1-3, 1 May 1983, pp. 327-338.
4. Simon Atkinson. Treatment system tackles water purification and reuse in the pulp and paper industry. *Membrane technology*, V. 2001, issue 136, August 2001, pp. 10-11.
5. Свитцов А.А. Введение в мембранные технологии / А.А. Свитцов. – М.: ДеЛи принт. – 2007. – 280 с. Svitsov A.A. *Vvedenie v membrannye tekhnologii* [Introduction to metmdrane technology]. Moscow: DeLi print. 2007, 280 p.
6. Polyakov V.S., Polyakov S.V. On the calculation of reverse osmosis plants with spiral-wound membrane elements. *Desalination*, V. 104, issue 3, May 1996, pp. 215-226.
7. S.S. Sablari, MFA Goosen, R. Al-Belushi, M. Wilf. Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis. *Desalination*, v 141, issue 3, 2001, pp. 269-289.
8. Shengwei Ma, Lianfa Song, Say Leong Ong, Wun Gern Ng. A 2-D streamline upwind Petrov/Galerkin finite element model for concentration polarization in spiral wound reverse osmosis modules. *Journal of membrane science*, V. 244, issues 1-2, 15 November, 2004, pp. 129-139.
9. Жилин, Ю.Н. Баромембранное разделение раствора в плоском щелевом канале. Математическое описание и пример расчета обратноосмотического рулонного элемента / Ю.Н. Жилин // Химическая промышленность сегодня. – № 4. – 2015. – С. 33-43. Zhilin Yu.N. *Baromembrannoe razdelenie rastvora v ploskom shitselevom kanale. Matematicheskoe opisaniye i primer raschyota obratnoosmoticheskogo rulonnogo elementa* [Baromembrane separation of solution in a flat slop channel. Mathematical description and calculation example of spiral wound reverse osmosis element]. *Chemical Industry Today*, 2015, № 4, pp. 33-43.
10. Дытнерский Ю.И. Баромембранные процессы. Теория и расчет / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия. 1986. – 272 с. Dytnerskiy Yu.I. *Baromembrannye protsessy. Teoria i raschet*. [Baromembrane processes. Theory and calculation]. Moscow: Khimiya [Chemistry]. 1986. 272 p.

THE EFFECT OF THE FLOW RATE ON SEPARATION OF NaCl SOLUTION IN A SPIRAL REVERSE OSMOSIS ELEMENT

Zhilin Yu. N., Assoc. Prof. MSFU, Ph.D. (Tech.)⁽¹⁾

iouri-jiline@yandex.ru

⁽¹⁾Moscow Forest State University (MSFU), 1st Institutskaya st., 1, 141005 Mytishchi, Moscow reg., Russia

An analysis of the influence of the flow rate on the reverse osmosis separation process has been held by calculations of a specially developed mathematical model. The model describes the laminar flow moving under excess pressure in a narrow flat membrane channel. It takes into account the change in the concentration of permeate and membrane permeability depending on the magnitude of the concentration polarization, changing along the length of the channel. The essence of calculation is as follows: the channel is divided into several sections. On each of them, starting with the first, the concentration of solution is computed in two ways. The first way involves balance sheet ratios, the second path uses the changing shape of the concentration profile in the section of the channel. Concentration, calculated by the two ways, should appear within the specified error of calculation. Iteration method is used to find the concentration at the membrane surface. In this article the model is used for the calculation of the effect of the flow rate on the desalination process of NaCl solution in a spiral reverse osmosis element BW30-400, Filmtec company, USA. Inlet flow rate has varied from 0,227 m/s (the flow rate at standard condinions) to 0,057 m/s. Calculations show that in the case of a fixed coefficient of purification of permeate (it was chosen as 32,3) rate reduction has a positive effect on the process of separation: reduced costs due to the reduction of feed flow saves the working area of membranes. In addition, hydraulic resistance of pressurized channel is reduced. This has a positive effect on the driving force and eliminates the “telescoping effect” that reduces the lifetime of an element. The resulting output is valid for use within the highly selective membranes when the coefficient of purification calculated for standard conditions (in our case, 47,6) is greater than the coefficient in working conditions (in our case, 32,3).

Keywords: semipermeable membranes, reverse osmosis, baromembrane processus, spiral wound membrane element